

Bolesław TABIŚ, Dominika BORÓŃ

e-mail: btabis@usk.pk.edu.pl

Katedra Inżynierii Chemicznej i Procesowej, Wydział Inżynierii i Technologii Chemicznej, Politechnika Krakowska, Kraków

Warunki stosowania hybrydowych bioreaktorów fluidyzacyjnych

Wstęp

We współczesnym świecie rośnie znaczenie procesów wykorzystujących mikroorganizmy i enzymy. Jest to spowodowane intensywnym rozwojem biotechnologii. Ważne ekonomicznie i społecznie procesy biotechnologiczne można podzielić na dwie duże grupy:

- pierwsza obejmuje technologie związane z wytwarzaniem towarów, tj. produkcja leków, paliw, środków spożywczych.
- druga grupa to procesy ukierunkowane na ochronę środowiska, zwłaszcza wód powierzchniowych.

Ze względu na małe szybkości reakcji mikrobiologicznych, do celów przemysłowych wymagane są bioreaktory o ogromnych objętościach. Zmniejszenie ich rozmiarów byłoby możliwe poprzez zwiększeniu stężenia biomasy w środowisku reakcyjnym. Aby to osiągnąć stosuje się immobilizację mikroorganizmów, np. w postaci biofilmu powstałego na inertnych nośnikach. Przykładem są trójfazowe bioreaktory fluidyzacyjne, stosowane zwłaszcza do prowadzenia procesów aerobowych, w których stężenie biomasy jest kilkanaście razy większe, niż w bioreaktorach zawieszinowych.

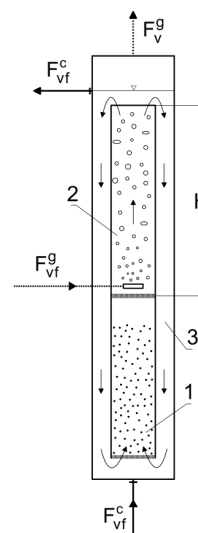
Okazuje się, że złożo trójfazowe, poza swoimi zaletami [Tang i Fan, 1987; Nore i in., 1992; Gòdia i Solà, 1995; Schügerl, 1997; Mowla i Ahmadi, 2007; Tabiś i Stryjewski, 2013], posiada również wady. Za główną wadę wynikającą z obecności pęcherzy gazowych w złożu trójfazowym uważa się destrukcyjny wpływ sił ścinających na biofilm zgromadzony na nośniku lub wypełnieniu [Guo i in., 1997; Olivieri i in., 2003; Olivieri i in., 2010; Tabiś i Skoneczny, 2012]. Jest on odrywany od podłoża, a następnie unoszony z fazą ciekłą, co powoduje spadek ogólnego stężenia biomasy w aparacie i jej nieodwracalną utratę. Uważa się, że rozwiązaniem tego problemu może być hybrydowy bioreaktor fluidyzacyjny, w którym rozdzielono dwufazowe złożo fluidalne ciecz-ciało stałe od dwufazowej strefy barbotażu [Guo i in., 1997; Olivieri i in., 2010].

Hybrydowy bioreaktor fluidyzacyjny

Hybrydowy bioreaktor fluidyzacyjny jest połączeniem dwóch powszechnie stosowanych w biotechnologii typów aparatów: bioreaktora fluidyzacyjnego oraz *airlift* (Rys. 1). Natlenianie cieczy następuje w górnej jego części pracującej jako dwufazowy aparat *airlift*. Strefa złoża fluidalnego jest natomiast głównym miejscem, w którym zachodzi proces mikrobiologiczny.

W budowie hybrydowego bioreaktora fluidyzacyjnego z wewnętrzną cyrkulacją można wyróżnić trzy podstawowe strefy: złoża fluidalnego – 1, barbotażu – 2 oraz opadania cieczy – 3. Dodatkowo można wydzielić strefę odgazowania cieczy oraz strefę przydenną. Jednakże są one często pomijane ze względu na ich mały wpływ na wartość stopnia przemiany substratu węglowego [Grzywacz, 2012].

Specyficzne warunki pracy aparatu wynikają z jego konstrukcji oraz miejsc dostarczania mediów zasilających. Faza gazowa, którą w procesach aerobowych jest powietrze, podawana jest do wewnętrznej rury cyrkulacyjnej nad górne dno sitowe. Obecność pęcherzy gazowych powoduje różnicę gęstości środowisk pomiędzy strefą barbotażu i opadania cieczy. Powstała w ten sposób różnica ciśnień hydrostatycznych powoduje ruch cieczy. Przepływa ona zewnętrzną rurą cyrkulacyjną pod dolne dno sitowe do strefy złoża fluidalnego. Jeżeli prędkość cieczy w tej strefie będzie odpowiednio wysoka, to materiał ziarnisty ulegnie fluidyzacji. Podczas zwiększania natężenia przepływu gazu, wzrasta prędkość cyrkulacji cieczy. Wzrost prędkości cieczy w strefie 3 powoduje zwiększenie wysokości złoża fluidalnego. Górne dno sitowe, znajdujące się pod dystrybutorem gazu, służy do zatrzymania ziaren ciała stałego w strefie fluidalnej, jeżeli prędkość cieczy przekroczy prędkość ich wywiewania.



Rys. 1. Hybrydowy bioreaktor fluidyzacyjny z wewnętrzną rurą cyrkulacyjną

Warunki stosowania hybrydowego bioreaktora fluidyzacyjnego

Ideą powstania hybrydowego bioreaktora fluidyzacyjnego, będącego kombinacją aparatu *airlift* z aparatem fluidyzacyjnym, było połączenie zalet tych obydwu bioreaktorów. Jednocześnie odpowiednie dobranie geometrii oraz parametrów ruchowych umożliwi wyeliminowanie podstawowych wad aparatów składowych. Bioreaktor hybrydowy zapewnia wysokie ogólne stężenie biomasy, dużą powierzchnię wymiany masy między cieczą, a biofilmem, natlenienie środowiska, dowolnie długi czas przebywania cieczy oraz umiarkowanie małe zużycie energii. Jedną z głównych zalet bioreaktorów hybrydowych jest brak pęcherzy gazowych w strefie złoża fluidalnego. Z tego powodu należy przyjąć założenie o pracy aparatu wyłącznie w warunkach całkowitego odgazowania cieczy w strefie 3.

Określenie hydrodynamiki hybrydowego bioreaktora fluidyzacyjnego obejmuje obliczenie takich wielkości jak: prędkości cieczy we wszystkich strefach aparatu, prędkość gazu w strefie 2 oraz stopień zatrzymania gazu w strefie 2. Analityczny model matematyczny hydrodynamiki reaktorów hybrydowych przedstawiono we wcześniejszym opracowaniu [Tabiś i in., 2014]. Wymienione powyżej wielkości, tj. u_{c1} , u_{c2} , u_{c3} , u_{g2} i ε_2 oblicza się z rozwiązania następującego układu równań algebraicznych, obliczając u_{g2} jako sumę prędkości cieczy w strefie 2 i prędkości poślizgu pęcherzy gazowych:

$$H\varepsilon_2\rho_c g = \Delta p \quad (1a)$$

$$S_2\varepsilon_2(u_{c2} + v) = S_2u_{0g} \quad (1b)$$

$$S_2(1 - \varepsilon_2)u_{c2} = S_3u_{0c3} + S_2u_{0c} \quad (1c)$$

$$S_1u_{0c1} = S_2u_{c2}(1 - \varepsilon_2) \quad (1d)$$

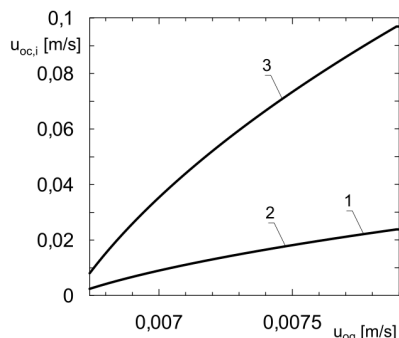
gdzie:

 g – przyspieszenie ziemskie, [m/s²] H – wysokość strefy barbotażu 2, [m] S_i – pole przekroju poprzecznego strefy i , [m²] u_{0c} – pozorna prędkość cieczy zasilającej aparat odniesiona do przekroju poprzecznego strefy 1, [m/s] u_{0ci} – pozorna prędkość cieczy w strefie i ($i = 1, 2, 3$), [m/s] u_{0g} – pozorna prędkość dostarczania do aparatu fazy gazowej, [m/s] v – prędkość poślizgu pęcherzy gazowych, [m/s]

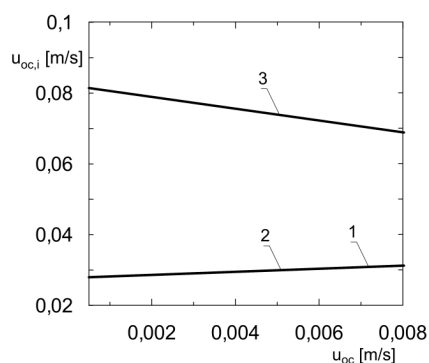
Δp – suma lokalnych spadków ciśnień w aparacie, [Pa]

ε_2 – stopień zatrzymania gazu w strefie 2

ρ_c – gęstość fazy ciekłej, [kg/m³]



Rys. 2. Zależność pozornych prędkości cieczy w poszczególnych strefach aparatu hybrydowego od prędkości powietrza u_{og} (1- u_{oc1} ; 2- u_{oc2} ; 3- u_{oc3})



Rys. 3. Zależność pozornych prędkości cieczy w poszczególnych strefach od prędkości dostarczania do aparatu cieczy dla wybranej geometrii aparatu (1- u_{oc1} ; 2- u_{oc2} ; 3- u_{oc3})

Na rys. 2 i 3 przedstawiono zmiany pozornych prędkości cieczy w poszczególnych strefach aparatu w zależności od szybkości dostarczania do aparatu fazy gazowej i ciekłej. Wzrost prędkości dostarczanego gazu u_{og} powoduje zwiększenie prędkości cieczy we wszystkich strefach (Rys. 2). Natomiast wzrost prędkości dostarczanej fazy ciekłej skutkuje niewielkim spadkiem prędkości cieczy w strefie 3 pomimo wzrostu prędkości fazy ciekłej w pozostałych strefach (Rys. 3). Z modelu matematycznego i interpretacji hydrodynamicznej wynika, że prędkości cieczy w poszczególnych strefach aparatu są ze sobą powiązane oraz wynikają z geometrii bioreaktora i natężenia przepływu dostarczanych mediów.

Zakres warunków pracy bioreaktora hybrydowego wynika z jego budowy i zasady działania [Tabiś i in., 2014]. Zakresy te można podzielić na dwie grupy: związane z zapewnieniem fluidyzacji złoża oraz pracy w reżimie całkowitego odgazowania cieczy w strefie 3. Ze względu na warunki istnienia złoża fluidalnego, należy dobrać odpowiednią prędkość przepływu cieczy w strefie 1. Złoże fluidalne może występować wówczas, gdy prędkość ta leży w przedziale $u_{mf} < u_{oc1} < u_t$. Ze względu na ekspansję złoża fluidalnego, może pojawić się ograniczenie na prędkość podawanego gazu, wynikające ze zbyt małej wysokości strefy fluidyzacyjnej. Natężenie przepływu gazu dostarczanego do aparatu limitowane jest również prędkością cieczy w strefie 3, która musi być mniejsza, niż prędkość poślizgu pęcherzy gazowych v .

Ze sposobu działania analizowanego aparatu wynika, że jednym z podstawowych parametrów jego pracy, używanym następnie do modelowania takich bioreaktorów, jest współczynnik recyrkulacji cieczy definiowany jako:

$$\xi = \frac{F_{V3}^c}{F_{V1}^c} = \frac{S_3 \cdot u_{oc3}}{S_1 \cdot u_{oc1}} \quad (2)$$

gdzie: F_{Vi}^c – obj. natężenie przepływu cieczy w strefie i , [m³/s]

W przypadku hybrydowych bioreaktorów fluidyzacyjnych cyrkulacja cieczy nie jest wymuszana zewnętrznie np. za pomocą pompy, lecz wynika bezpośrednio z hydrodynamiki aparatu. Wiadomo jednak, że stopień natlenienia cieczy zależy od szybkości jej cyrkulacji, czyli wymiany pomiędzy strefą barbotażową, a pozostałymi strefami. Można zatem mówić o dwóch różnych ograniczeniach dotyczących warunków pracy bioreaktorów hybrydowych i związanych z nimi dwiema różnymi minimalnymi wartościami współczynników recyrkulacji ξ_{min} .

Rozważmy pierwszy z nich. Minimalny współczynnik recyrkulacji osiągnąć jest dla prędkości cieczy w strefie 1 równej prędkości minimum fluidyzacji $u_{oc1} = u_{mf}$. Wartość $\xi_{min,1}$ można powiązać ze średnim czasem przebywania fazy ciekłej w aparacie zdefiniowanym jako:

$$\tau_0^c = \frac{V}{F_{Vf}^c} \quad (3)$$

gdzie:

V – całkowita objętość reaktora [m³]

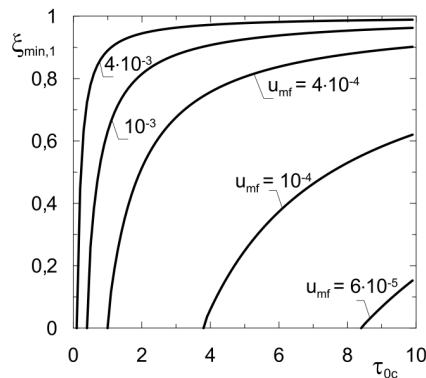
F_{Vf}^c – objętościowe natężenie przepływu surowca ciekłego [m³/s]

Związek pomiędzy minimalnym współczynnikiem recyrkulacji $\xi_{min,1}$, a geometrią aparatu, prędkością minimum fluidyzacji oraz średnim czasem przebywania cieczy w aparacie opisuje równanie:

$$\xi_{min,1} = 1 - \frac{V}{\tau_0^c \cdot S_1 \cdot u_{mf}} \geq 0 \quad (4)$$

gdzie: u_{mf} – prędkość minimum fluidyzacji [m/s]

Na rys. 4 pokazano jak kształtuje się tak zdefiniowana wartość $\xi_{min,1}$ w zależności od zewnętrznie sterowanego parametru, którym jest średni czas przebywania cieczy w obiekcie τ_0^c . Wykres otrzymano dla kilku wybranych wartości prędkości minimum fluidyzacji. Wzrost wartości u_{mf} wpływa na konieczność stosowania wyższych wartości współczynnika recyrkulacji. Wniosek ten jest zgodny z interpretacją hydrodynamiczną.



Rys. 4. Zależność minimalnego współczynnika recyrkulacji $\xi_{min,1}$ od średniego czasu przebywania fazy ciekłej w bioreaktorze hybrydowym ($V = 0,8 \text{ m}^3$; $S_1 = 0,5 \text{ m}^2$)

Wspomniana wcześniej druga minimalna wartość współczynnika recyrkulacji $\xi_{min,2}$ wynika z kinetyki procesu mikrobiologicznego, a w szczególności z zapotrzebowania na tlen w procesach aerobowych. Zapotrzebowanie to związane jest z parametrem zwanym w biotechnologii współczynnikiem wydajności tlenu względem substratu węglowego w_{TA} . Wyraża się liczbą kilogramów tlenu potrzebną do zużycia 1 kg substratu A.

Wyznaczenie tak zdefiniowanej minimalnej wartości współczynnika recyrkulacji możliwe jest po założeniu całkowitego zużycia tlenu podczas przepływu cieczy przez reaktor. Dodatkowo należy założyć pełne natlenienie cieczy w strefie 2. Z założeń tych wynika, że stężenia tlenu w fazie ciekłej w poszczególnych strefach aparatu wynoszą odpowiednio:

$$c_{T1}^c = 0 \quad (5a)$$

$$c_{T2}^c = c_T^* = \frac{c_{Tf}^g}{K} \quad (5b)$$

gdzie:

c_{Ti}^c – stężenie tlenu w fazie ciekłej w strefie i ($i = 1, 2$), [kg/m³]

c_{Tf}^c – stężenie tlenu w gazowym strumieniu zasilającym, [kg/m³]

K – stała równowagi międzyfazowej gaz-ciecz

Powiązanie ilości zużytego tlenu ze spadkiem stężenia substratu węglowego A w aparacie przedstawia równanie:

$$F_{V1}^c (c_{T2}^c - c_{T1}^c) = w_{TA} (F_{V1}^c \cdot c_{A1}^c - F_{V3}^c \cdot c_{A3}^c) \quad (6)$$

gdzie:

w_{TA} – współczynnik wydajności [kg T/ kg A]

c_{Ai}^c – stężenie substratu węglowego w cieczy w i -tej strefie [kg/m³]

Pod dolnym sitem ograniczającym dochodzi do mieszania się strumienia cieczy zasilającego aparat ze strumieniem opuszczającym strefę 3. Bilans tego węzła mieszania można zapisać jako:

$$F_{V3}^c + F_{Vf}^c = F_{V1}^c \quad (7a)$$

$$c_{A3}^c \cdot F_{V3}^c + c_{Af}^c \cdot F_{Vf}^c = c_{A1}^c \cdot F_{V1}^c \quad (7b)$$

Korzystając z równań (2), (5) - (7) można wyznaczyć minimalny współczynnik recyrkulacji jako:

$$\xi_{\min,2} = 1 - \frac{c_T^*}{w_{TA} c_{Af}^c} > 0 \quad (8)$$

Ponieważ współczynnik recyrkulacji $\xi_{\min,2}$ nie może być mniejszy od zera, zatem przyjmując wartość graniczną $\xi_{\min,2} \rightarrow 0$, można określić największe dopuszczalne stężenie substratu węglowego, który może zostać zużyty w danym procesie mikrobiologicznym, a mianowicie

$$c_{Af, \max}^c = \frac{c_T^*}{w_{TA}} \quad (9)$$

W rzeczywistości, stężenie to będzie jeszcze mniejsze, ponieważ

$$c_{T2}^c < c_T^* \quad (10)$$

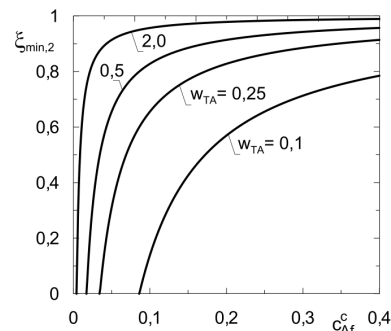
Na rys. 5 przedstawiono graficznie zależność minimalnego współczynnika recyrkulacji $\xi_{\min,2}$ od stężenia substratu węglowego A i od współczynnika wydajności w_{TA} . Wzrost stężenia substratu węglowego w strumieniu zasilającym aparat, jak i wzrost współczynnika wydajności w_{TA} wymuszają stosowanie większych wartości współczynnika recyrkulacji. Wtedy bowiem istnieje większe zapotrzebowanie na tlen.

Z równań (4), (8) oraz rys. 4 i 5 można w szybki sposób oszacować minimalne wartości współczynnika recyrkulacji w zależności od średniego czasu przebywania fazy ciekłej w aparacie, właściwości fizycznych bioziaren oraz stężenia substratu węglowego w strumieniu zasilającym bioreaktor. Podczas projektowania hybrydowych bioreaktorów fluidyzacyjnych wartość współczynnika recyrkulacji powinna być nie mniejsza, niż większa z wartości $\xi_{\min,1}$ i $\xi_{\min,2}$. Jeżeli przy założonym czasie przebywania cieczy w aparacie wartość minimalna współczynnika recyrkulacji $\xi_{\min,1}$ jest równa zero, to bioziarna są wprowadzane w stan fluidalny wyłącznie za pomocą strumienia fazy ciekłej doprowadzanej do aparatu (Rys. 4). Ze względu na zerową wartość $\xi_{\min,1}$ rzeczywisty współczynnik recyrkulacji determinowany jest wyłącznie możliwością wystąpienia niedotlenienia mikroorganizmów. Należy wtedy przyjąć jego wartość większą niż wynikająca z równania (8).

Wnioski

Przedstawiono analityczny sposób wyznaczenia granicznych warunków prowadzenia aerobowych procesów mikrobiologicznych w hybrydowych bioreaktorach fluidyzacyjnych z wewnętrzną cyrkulacją cieczy.

Warunki te wpływają z ograniczeń hydrodynamicznych związanym z istnieniem złoża fluidalnego, z założenia o pełnym odgazowa-



Rys. 5. Zależność minimalnego współczynnika recyrkulacji $\xi_{\min,2}$ od stężenia substratu węglowego A dla wybranych wartości współczynnika wydajności w_{TA} ($K = 30$; $c_T^* = 0,086$ kg/m³)

niu cieczy w strefie opadania oraz z przyjęcia całkowitego zużycia tlenu przenikniętego do fazy ciekłej w strefie barbotażu. Stąd wywodzą się pojęcia minimalnych współczynników recyrkulacji. Przedstawiona metoda jest prosta i ma charakter ogólny, bowiem wyznaczone graniczne wartości współczynnika recyrkulacji $\xi_{\min,2}$ nie zależą od kinetyki prowadzonego procesu mikrobiologicznego, a jedynie powiązane są ze współczynnikiem wydajności w_{TA} .

Przedstawiony sposób rozumowania może zostać wykorzystany przez inżynierów projektantów, inżynierów ruchu oraz przez pracowników naukowych wykonujących symulacje numeryczne procesów zachodzących w hybrydowych bioreaktorach fluidyzacyjnych.

LITERATURA

- Gòdia F., Solà C., 1995. Fluidized-bed bioreactors. *Biotechnol. Prog.*, **11**, 479-497. DOI: 10.1021/bp00035a001
- Grzywacz R., 2012. Właściwości stacjonarne bioreaktorów barbotażowych typu airlift. Monografia. Wyd. Politechniki Krakowskiej, Kraków.
- Guo Z.X., Rathor M.N., Ti H.C., 1997. Hydrodynamics and mass transfer studies in novel external-loop airlift reactor. *Chem. Eng. J.*, **67**, 205-214. DOI: 10.1016/S1385-8947(97)00043-0
- Mowla D., Ahmadi M., 2007. Theoretical and experimental investigation of biodegradation of hydrocarbon polluted water in a three phase fluidized-bed bioreactor with PVC biofilm support. *Biochem. Eng. J.*, **36**, 147-156. DOI: 10.1016/j.bej.2007.02.031
- Nore O., Briens C., Margaritis A., Wild G., 1992. Hydrodynamics, gas-liquid mass transfer and particles-liquid heat and mass transfer in a three-phase fluidized bed for biochemical process applications. *Chem. Eng. Sci.*, **47**, 3573-3580. DOI: 10.1016/0009-2509(92)85072-J
- Olivieri G., Marzocchella A., Salatino P., 2003. Hydrodynamics and mass transfer in a lab-scale three-phase internal loop airlift. *Chem. Eng. J.*, **96**, 45-54. DOI: 10.1016/j.cej.2003.08.003
- Olivieri G., Marzocchella A., Salatino P., 2010. A novel three-phase airlift reactor without circulation of solids. *Can. J. Chem. Eng.*, **88**, 574-578. DOI: 10.1002/cjce.20314
- Schügerl K., 1997. Three-phase-biofluidization – Application of three-phase fluidization in the biotechnology – A review. *Chem. Eng. Science*, **52**, 3661-3668. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)88926-9
- Tabiś B., Skoneczny S., 2012. Ocena obecności i zrywania biofilmu w bioreaktorze zbiornikowym na jego zdolność biodegradacji toksycznego związku węglowego. *Inż. Ap. Chem.*, **51**, nr 2, 26-27
- Tabiś B., Stryjewski W. S., 2013. Warunki stosowania bioreaktorów fluidyzacyjnych w procesach aerobowych. *Inż. Ap. Chem.*, **52**, nr 5, 487-489
- Tabiś B., Stryjewski W. S., Zaręba-Boroń D. 2014. Metoda projektowania warunków hydrodynamicznych hybrydowego reaktora fluidyzacyjnego. *Przem. Chem.*, **93**, nr 8, 1379-1382
- Tang W.-T., Fan L.-S., 1987. Steady state phenol degradation in a draft-tube, gas-liquid-solid fluidized-bed bioreactor. *AIChE J.*, **33**, 239-249. DOI: 10.1002/aic.690330210